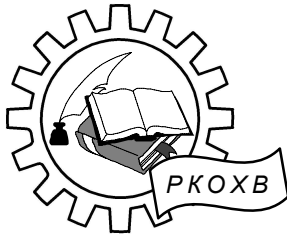


МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ТАВРІЙСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ АГРОТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ФАКУЛЬТЕТ ІНЖЕНЕРІЇ ТА КОМП'ЮТЕРНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Кафедра ОПХВ



КОНСТРУКЦІЇ І РОЗРАХУНКИ ПАРАМЕТРІВ АБСОРБЕРІВ

Методичні вказівки до виконання практичного заняття
з дисципліни „Розрахунки та конструювання обладнання
харчових виробництв“

спеціальність 133 Галузеве машинобудування

Мелітополь, 2016

Конструкції і розрахунки параметрів абсорберів. Методичні вказівки для студентів спеціальності 133 Галузеве машинобудування - Таврійський державний агротехнологічний університет, 2016 -25 с.

Розробники: к.т.н., доцент кафедри ОПХВ Бойко В.С.
к.т.н., доцент кафедри ОПХВ Буденко С.Ф.
к.т.н., проф., зав. кафедри ОПХВ Ялпачик Ф.Ю.

Рецензент: к.т.н., доцент кафедри ТКМ Сушко О.В.

Розглянуто та рекомендовано до друку на засіданні кафедри ОПХВ
Протокол № 10 від 16 квітня 2013 р.

Затверджено методичною комісією факультету ІКТ
Протокол № 8 від 27 травня 2013 р.

Додатковий доповнений наклад 2016 року

ЗМІСТ

1 Загальні відомості.....	4
2 Класифікація і конструкції абсорберів.....	5
2.1 Поверхневі абсорбери.....	5
2.2 Плівкові абсорбери.....	7
2.3 Насадкові абсорбери.....	8
2.4 Тарілчасті барботажні колони.....	11
2.5 Розпилюючі абсорбери.....	13
2.6 Абсорбери з механічним перемішуванням.....	14
2.7 Колони абсорбції з псевдозрідженим шаром.....	14
3 Теорія та методики розрахунку.....	15
4 Розрахункова частина.....	19
5 Порядок оформлення звіту.....	25
6 Контрольні запитання.....	25
Рекомендована література	26

Тема: Конструкції і розрахунки параметрів абсорберів

Мета роботи: вивчення теоретичних основ процесу абсорбції, знайомство з класифікацією абсорберів їх принципом роботи і конструкціями; виконання розрахунку абсорбера.

1 Загальні відомості

Абсорбцією називають процес поглинання газів або пари з газової або парогазової суміші рідкими поглиначами-абсорбентами. Якщо газ, що поглинається, – абсорбат хімічно не взаємодіє з абсорбентом, то таку абсорбцію називають *фізичною* (складову частину газової суміші, що не поглинається, називають інертною або інертним газом). Якщо ж абсорбат утворює з абсорбентом хімічну сполуку, то такий процес називають хемосорбцією. У техніці часто зустрічаються поєднання обох видів абсорбції.

Фізична абсорбція (або просто абсорбція) звичайно оборотна. На цій властивості процесів абсорбції, засновано виділення поглиненого газу з розчину – десорбція. Десорбцію газу проводять відгонкою його в потоці газу або водяної пари в умовах підігріву абсорбенту або зниження тиску над абсорбентом. Відпрацьовані абсорбенти звичайно регенерують хімічними методами або нагріванням.

Поєднання абсорбції і десорбції дозволяє багато разів застосовувати поглинач і виділяти поглинений газ в чистому вигляді. Часто десорбцію не проводять, оскільки одержаний в результаті абсорбції розчин є кінцевим продуктом призначеним для подальшого використання.

У промисловості абсорбцію застосовують для вирішення наступних основних завдань:

- для отримання готового продукту (наприклад абсорбція SO_3 у виробництві сірчаної кислоти, абсорбція HCl з отриманням хлороводневої кислоти, абсорбція оксидів азоту водою у виробництві азотної кислоти);

- для виділення компонентів з газових сумішей (абсорбція бензолу з коксового газу, ацетилену з газів крекінгу);

- для очищення газових викидів від водних домішок (наприклад, очищення газів від SO_2 , очищення від фтористих з'єднань газів, що виділяються при виробництві мінеральних добрив);

- для осушення газів, коли в процесі абсорбції, беруть участь дві фази рідка і газоподібна та відбувається перехід речовини з газової фази в рідку (при абсорбції) або навпаки з рідкої фази в газу (при десорбції);

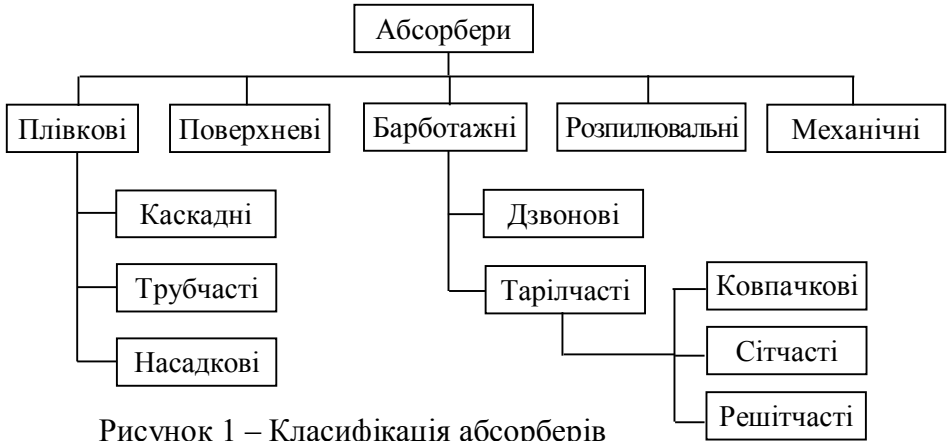
- при виробництві спирту абсорбцією уловлюються пари спирту, а потім очищений газ зріджують для використання на інших виробництвах;

- процес насичення мінеральної води та інших напоїв вуглекислим газом, цей процес називають сатурацією.

2 Класифікація і конструкції абсорберів

Класифікація абсорберів, що використовуються на виробництвах, приведена на рисунку 1. На рисунку 2 зображені схеми цих основних типів промислових абсорберів.

На харчових виробництвах найбільше розповсюдження отримали насадкові і тарілчасті абсорбери

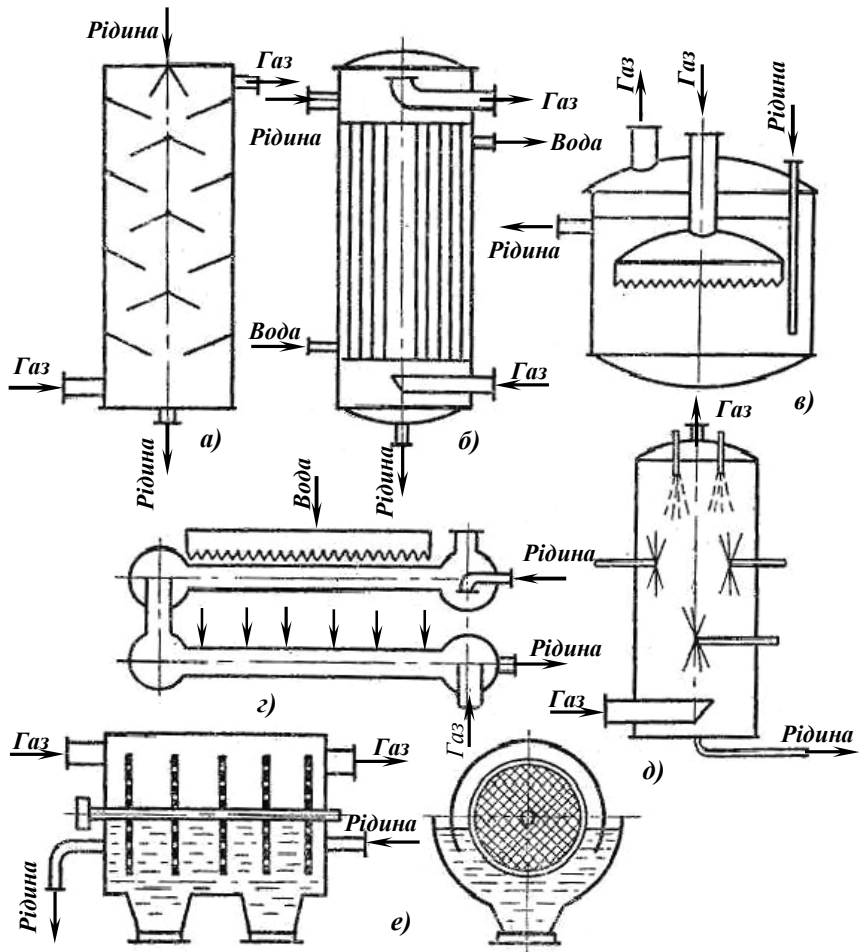


Абсорбція протікає на поверхні розділу фаз. Тому абсорбери повинні мати розвинуту поверхню контакту фаз між газом і рідиною. За способом утворення цієї поверхні абсорбери можна розділити на наступні чотири основні групи: поверхневі, плівкові, насадкові (в яких поверхнею контакту фаз є поверхня рідини, що розтікається по спеціальній насадці), барботажні абсорбери, в яких поверхня контакту фаз створюється потоками газу (пари) і рідини, розпилюючи абсорбери, в яких поверхня контакту фаз створюється внаслідок розбризкування рідини та механічні.

2.1 Поверхневі абсорбери

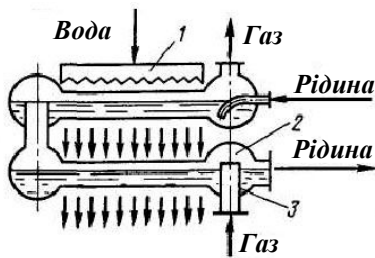
В поверхневих абсорберах газ пропускається над поверхнею рідини, що рухається. Оскільки в поверхневих абсорберах поверхня контакту фаз невелика, то встановлюють кілька послідовно сполучених апаратів, в яких газ і рідина рухаються протитечією один до одного.

На рисунку 3 показаний зрошувальний абсорбер з горизонтальних труб, всередині яких протікає рідина, а протитечією до неї рухається газ. Рівень рідини в трубах підтримується за допомогою порогу. Охолодження абсорбера відбувається з поверхні зрошуваної рідини.



а) - каскадні; б) - трубчасті; в) - дзвонові; г) - поверхневі;
 д) - розпилюючі; е) - механічні.

Рисунок 2 – Основні типи абсорберів



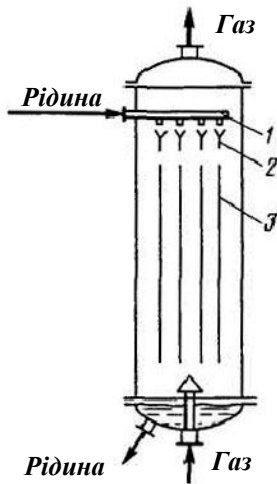
1 - розподільник; 2 - труба; 3 - поріг
 Рисунок 3 – Зрошувальний абсорбер

Для більш рівномірного розподілу рідини по поверхнях труб встановлений зубчастий розподільник.

Такі абсорбери використовують для поглинання газів, які добре розчиняються у воді або іншій рідині.

2.2 Плівкові абсорбери

Більш компактні і ефективні, ніж поверхневі. В плівкових абсорберах поверхнею контакту фаз є поверхня стікаючої плівки рідини. До абсорберів цього типу відносяться трубні апарати, в яких рідина



стікає по зовнішній поверхні вертикальних труб зверху донизу, а газ подається знизу абсорбера протитечією стікаючій плівці рідини; абсорбери з плоскопаралельною або листовою насадкою; абсорбери, в яких взаємодія між газом і рідинною плівкою відбувається в умовах прямотоку.

На рисунку 4 представлений абсорбер з плоскопаралельною насадкою 3. Насадка утворена вертикальними листами, які розділяють об'єм абсорбера на ряд секцій. Рідина в абсорбер подається через трубу 1 і за допомогою розподільного пристрою 2 розподіляється по насадці, омиваючи листи з обох боків.

Рисунок 4 – Плівковий абсорбер

Залежно від відносної швидкості руху плівки рідини і газу плівки можуть стікати вниз або захоплюватися газовим потоком і текти вгору.

Із збільшенням відносної швидкості руху плівки і газу збільшуються коефіцієнт масовіддачі і поверхня контакту фаз за рахунок турбулізації прикордонного шару та утворення вихорів.

Середню швидкість плівки можна визначити за формулою:

$$v_{cp} = \sqrt[3]{\frac{gL_y^2}{3\rho_{жс}\mu_{жс}}}, \quad (1)$$

де L - питома густина зрошування рідиною периметру зливу, кг/(м·с);

ρ_p - густина рідини, кг/м³;

μ_p - динамічна в'язкість рідини, Па·с.

Швидкість руху рідини y поверхні плівки:

$$v_n = 1,5v_{cp} \quad (2)$$

Товщина плівки:

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3L_y \cdot \mu_p}{g \cdot \rho_p^2}} \quad (3)$$

Режим руху плівки характеризується критерієм Рейнольдса:

$$Re = v_{cp} d_{ек} \rho_p / \mu_p , \quad (4)$$

де $d_{ек}$ - еквівалентний діаметр плівки, м.

$$d_{ек} = \frac{4\Pi\delta}{\Pi} = 4\delta , \quad (5)$$

де Π - периметр зливу, по якому стікає рідина, м.

2.3 Насадкові абсорбери

Насадкові абсорбери відзначаються простотою конструкції і достатньо високою ефективністю; тому вони отримали широке розповсюдження. Насадковий абсорбер являє собою циліндричну башту, заповнену насадкою – невеликими деталями, що утворюють пористу структуру, в якій можуть вільно переміщатися взаємодіючі фази. Основна умова забезпечення ефективної роботи абсорбера, це максимальна питома поверхня насадок. Крім того, насадка повинна мати мінімальну масу, великий перетин і значний вільний об'єм. Найбільше розповсюдження отримали насадки хордові і кільцеві.

Конструкція хордової насадки показана на рисунку 5. Товщина дощок 10...13 мм, висота 100...150 мм. Дощки встановлені на відстані 13...20 мм. Нижній край дощок зрізаний на конус. В зрізі роблять трикутні вирізи через 200...250 мм, щоб забезпечити більшу площу контакту стікаючої рідини з газом. Дощки збирають в круги. Послідовні круги насадки укладають так, щоб дошки двох сусідніх рядів утворювали кут 45 або 90°.

Дерев'яна хордова насадка може вживатися при низьких температурах газу; Вартість виготовлення її невелика, вона має малу масу. Недоліки цієї насадки: слабкий опір корозії; мала питома поверхня і невеликий вільний об'єм.

Кільцеву насадку (кільця Рашига) виготовляють з металевих або керамічних тонкостінних кілець (рисунок 5). Діаметр кілець міняється в межах від 15 до 150 мм. Висота кільця звичайно дорівнює його діаметру. Дрібні кільця (до 50 мм в діаметрі) насипають хаотично (навалом). Крупні кільця, як правило, укладають правильними рядами (регулярно) така насадка більш трудомістка, але й більш ефективна. Окрім кілець, як насадку вживають також скляні кульки, керамічні елементи різних форм, показані на рисунку 5. В якості насадки застосовуються також щабінь, кокс, подрібнений кварц, металеві сітки та спіралі.

Насадкові абсорбери отримали широке розповсюдження в техніці. Щоб насадка працювала ефективно, вона повинна задовольняти наступним вимогам: мати велику питому поверхню; чинити невеликий гідравлічний опір газовому потоку; добре змочуватися робочою рідиною; рівномірно розподіляти рідину по перетину абсорбера; бути корозієстійкою по відношенню до робочої рідини і газу; мати високу механічну міцність; бути легкою; мати невисоку вартість.

Геометричною характеристикою насадок є еквівалентний діаметр

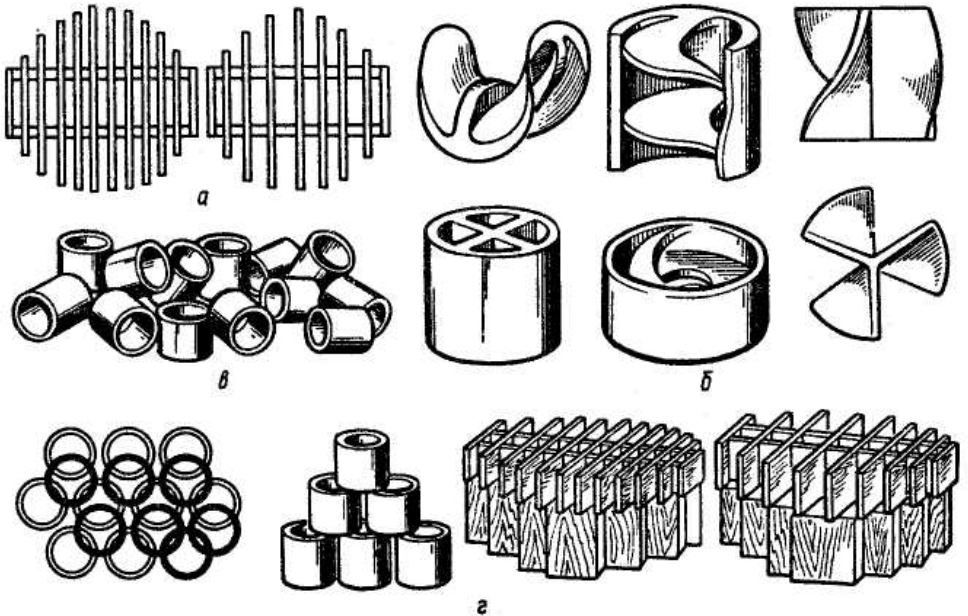
$$d_{ек} = 4V_g / \sigma, \quad (6)$$

де V_g - вільний об'єм насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

σ - питома поверхня насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Вільний об'єм насадки характеризує об'єм, який займають канали в одиниці об'єму насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$, а питома поверхня – площу поверхні тіл, що утворюють насадку в одиниці об'єму насадки.

Для кілець Рашига питома поверхня і вільний об'єм із збільшенням розмірів насадок складають відповідно **300; 204; 87,5** $\text{м}^2/\text{м}^3$ і **0,7; 0,74; 0,785** $\text{м}^3/\text{м}^3$.



а - плоскопаралельна; *б* – керамічні різних фасонів; *в* - навалом;
г – організовано

Рисунок 5 – Типи насадок і способи їх укладання

У насадковому абсорбері (див. рисунок 6) рідина, що подається через розподільний пристрій 1, при невеликих швидкостях газу тече по елементу насадки 2 у вигляді тонкої плівки. Поверхнею контакту фаз є змочена поверхня насадки, і в цьому режимі насадкові апарати можуть розглядатися як плівкові. Щоб рідина не розтікалася до стінок апарату, насадки завантажуються по секціях. Між секціями встановлюють пристрій 3 для перерозподілу рідини і решітки 4.

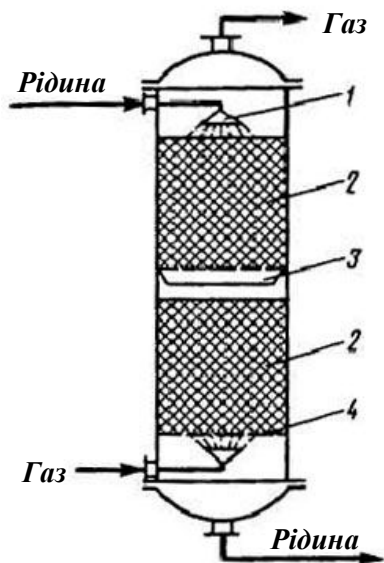


Рисунок 6 – Насадковий абсорбер

В режимі підвисання плівковий перебіг рідини порушується: виникають бризки, різного роду завихрення і т.д. Рідина заповнює вільний об'єм насадки, утворюючи газорідинну суміш. При цьому значно зростають в порівнянні з плівковим режимом поверхня контакту фаз і коефіцієнти масопередачі. Подальше невелике збільшення швидкості газу приводить до захливання колони. Це явище характеризується припиненням протитечійно насадкового руху потоків і витісненням рідини з колони. Оптимальний режим роботи насадкового абсорбера має місце при швидкостях газу, на 15...20% менших за швидкості, які викликають захливання.

Швидкість газу, при якій відбувається захливання, може бути визначеною за формулою, яка рекомендується А. Р. Касаткіним:

$$lg \left(\frac{v_3^2 \cdot \sigma}{g \cdot S_6^3} \cdot \frac{\rho_2}{\rho_p} \mu_p^{0,16} \right) = 0,076 - 1,75(L/G)^{0,25} \cdot (\rho_2 - \rho_p)^{0,125}, \quad (7)$$

де σ - питома площа поверхні насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

S_6 - вільний перетин насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

L і G - масові витрати рідини та газу, $\text{кг}/\text{с}$;

v_3 - швидкість захливання, $\text{м}/\text{с}$.

Оптимальну швидкість пари в колоні можна визначити за рівнянням:

$$Re = 0,045 Ar^{0,57} (G/L)^{0,43}, \quad (8)$$

де $Re = vd_{ек}\rho_2/\mu_2$; $Ar = (gd_{ек}^3\rho_2/\mu_2^2)(\rho_p - \rho_2)\rho_2$; v - оптимальна швидкість пари (газу); $d_{ек}$ - еквівалентний діаметр насадки; ρ_2 і ρ_p - густина відповідно пари (газу) і рідини; μ_2 - динамічна в'язкість пари (газу); G і L - масові швидкості відповідно пари (газу) і рідини.

Насадкові апарати малоприсади для роботи із забрудненими рідинами. Для обробки забруднених рідин застосовують абсорбери з „плаваючою кульовою насадкою“, виготовленою з легких порожнистих або суцільних пластмасових куль. Така насадка при певній швидкості газового потоку переходить в псевдозріджений стан. В абсорберах з плаваючою кульовою насадкою досягаються більш високі швидкості, ніж в абсорберах з нерухомою насадкою. Збільшення швидкості газового потоку приводить до розширення шару „плаваючої насадки“. При цьому гідравлічний опір шару зростає незначно.

2.4 Тарілчасті барботажні колони

Тарілчасті барботажні колони є ефективними та найпоширенішими апаратами. У середині колони одна під іншою розміщена певна кількість горизонтальних перфорованих перегородок – тарілок, що забезпечують перебіг рідини зверху вниз, а пари – знизу догори.

Тарілчасті колони бувають з ковпачковими, клапанними, провальними ситчастими тарілками, на яких має місце неорганізований перелив рідини через отвори, і з ситчастими тарілками з переливними пристроями. Найпростіша ситчаста провальна тарілка являє собою сито з круглими або продовгуватими отворами. В колонах з провальними тарілками важка фракція (рідина) стікає з верхньої тарілки на нижню, а газ (або пара) проходить знизу через ті ж самі отвори і розподіляється в шарі рідини, що знаходиться на тарілці, у вигляді струменів і пухирців – барботує рідину. Такі конструкції тарілок дуже чутливі до витрати і тиску пари в колоні.

Більш стійко працюють ситчасті тарілки з переливними пристроями. Ці тарілки (рисунок 7) мають переливні пристрої і оснащені порогами. Поріг 3 служить для руйнування піни, що стікає з вище розташованої тарілки, а поріг 4 – для підтримання певної висоти стовпа рідини на тарілці. Рідина поступає на верхню тарілку, переливається через переливні пристрої зверху донизу і видаляється з нижньої частини апарата.

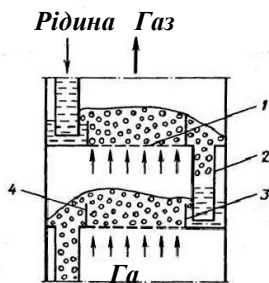


Рисунок 7 – Схема роботи тарілки з переливними трубками:

Ковпачкові тарілки 1 (рисунок 8) також мають переливні пристрої 4, а проходження газу (або пари) здійснюється через невеликі по висоті патрубки 2, які зверху накриті ковпачками 3. Пара або газ під дією різниці тиску під тарілкою і над нею барботують через прорізи в ковпачку і шар рідини. На відміну від ситчастих тарілок ковпачкові не засмічуються твердими домішками, які знаходяться в суміші, що розділяється.

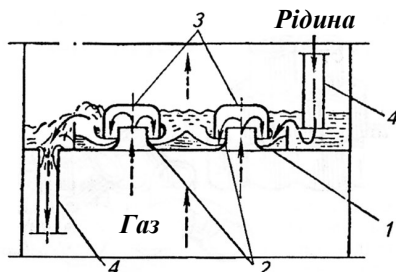


Рисунок 8 – Схема роботи ковпачкової тарілки

Для створення великої площі поверхні масопередачі на тарілках встановлюється велике число патрубків 6 і регульованих капсульних ковпачків 5.

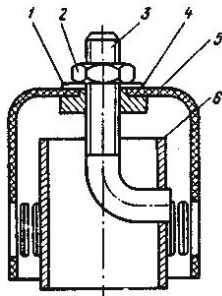
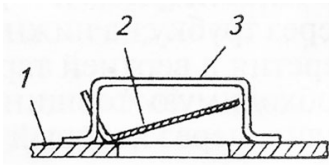


Рисунок 9 – Капсульний ковпачок:

До головних недоліків капсульних ковпачків можна віднести складність конструкції, висока вартість і відносно високий гідравлічний опір.

Клапанні тарілки поєднують властивості ситчастих і ковпачкових. Барботажа газу (пари) через рідину відбувається через клапани, які залежно від швидкості газового або парового потоку переміщуються по вертикалі.



Для клапанних тарілок характерна стабільність роботи в широких діапазонах змінень навантажень по газовому або паровому потоку. Одна з конструкцій клапана показана на рисунку 10.

1 - тарілка; 2 - клапан; 3 - обмежувач.

Рисунок 10 – Клапан клапанної тарілки

Струмінєві тарілки виконуються у вигляді похилих паралельних пластин, між якими проходить газ або пара. Поверхня контакту фаз утворюється струменями газу (пари) в шарі рідини, що протікає по тарілці.

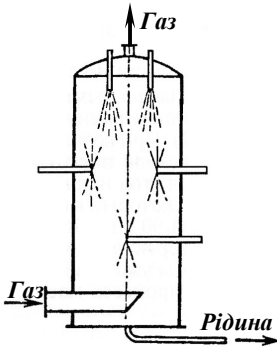
На ковпачкових, клапанних і струмінєвих тарілках взаємодія газу (пари) з рідиною відбувається в умовах перехресного руху потоків. Пара проходить через отвори в тарілці, а рідина поступає і зливається з тарілки через діаметрально розташовані переливні пристрої.

Ефективність описаних вище тарілок залежить від гідродинамічних режимів їх роботи. Залежно від швидкості пари і витрат рідини розрізняють три режими роботи барботажних тарілок: бульбашковий, пінний і струмінєвий. В кожному режимі барботажний шар має характерну структуру, яка визначає гідравлічний опір і величину поверхні масопередачі.

При невеликих швидкостях пари спостерігається бульбашковий режим. Він характеризується тим, що пара рухається через шар рідини у вигляді окремих пухирців. Цей режим малоефективний.

Із збільшенням витрати пари, що виходить з прорізу ковпачків або отворів тарілок струмені розпадаються з утворенням великої кількості окремих пухирців. При цьому на тарілці утворюється піна, що приводить до різкого збільшення поверхні масопередачі.

При струмінєвому режимі, який утворюється у разі подальшого збільшення швидкості пари, парові струмені інжектують через шар рідини. При цьому поверхня масопередачі різко скорочується і починається переніс рідини з тарілки на вище розташовані.



2.5 Розпилюючі абсорбери

Розпилюючі абсорбери працюють за принципом контакту фаз в результаті розпилення або розбризкування рідини в газовому потоці.

Найпростішим прикладом таких абсорберів є порожнистий розпилюючий абсорбер з механічними форсунками (рисунок 11).

Найбільші коефіцієнти масопередачі мають місце у момент розпиленості рідини, а потім вони різко знижуються унаслідок збільшення крапель і зменшення поверхні фазового контакту.

Рисунок 11 – Схема розпилюючого абсорбера

2.6 Абсорбери з механічним перемішуванням

Абсорбери з механічним перемішуванням використовують для насичення вуглекислим газом мінеральних вод і інших напоїв на установках невеликої продуктивності. В такому абсорбері (рисунок 12) рідина подається в нижню частину апарата (ванну), а перфоровані диски, що обертаються на горизонтальному валу захоплюють рідину і піднімають її вгору. Рідина заповнює отвори в дисках і утворює плівки на їх поверхні. Під дією відцентрової сили з дисків зриваються крапельки і заповнюють простір апарата над рівнем рідини. Газ подається у верхню частину апарата і вступає в контакт з крапельками і плівками рідини. Для підтримання швидкості поглинання газу апарат оснащують сорочкою, куди подають охолоджуючу воду

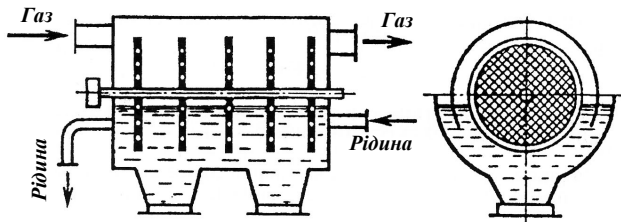


Рисунок 12 – Абсорбер з механічним перемішуванням

2.7 Колони абсорбції з псевдозрідженим шаром

Колони абсорбції з псевдозрідженим шаром – сучасні високоефективні апарати (рисунок 13). Колона розділена по висоті ситчастими тарілками (на рисунку показані тільки дві тарілки). Нижня тарілка опорна для шару насадки (кульок з оргскла або іншого полімерного матеріалу). Густина насадки не повинна перевищувати густини поглинаючої рідини, тому часто кулі діаметром від 7 до 75 мм роблять порожнистими. При певній швидкості газу, що подається під нижню тарілку, шар насадки переходить в стан псевдокипіння, забезпечуючи досконале перемішування фаз. Поглинаючу рідину розпилюють над верхньою тарілкою з шаром псевдокиплячої насадки. Очищений газ відводиться з колони зверху, а рідина знизу. Колони з псевдозрідженим шаром насадки мають більш високі КПД, ніж звичайні насадкові або барботажні колони з ковпачковими тарілками.



Рисунок 13 – Колона з псевдозрідженим шаром

3 Теорія та методики розрахунку

Кількість речовини, що поглинається, залежить від термодинамічних властивостей сорбенту та речовини, складу фаз, температури та тиску, при яких відбувається процес. Швидкість процесу абсорбції визначається його рушійною силою, тобто відхиленням системи „рідина-газ“ від стану рівноваги, а також ступенем тісноти контакту фаз.

Методики розрахунку тарілкових та насадкових абсорберів багато в чому подібні.

Витрата сорбенту визначається з рівняння матеріального балансу процесу абсорбції, приймаючи постійною кількість компонента, що переходить з однієї фази в іншу:

$$G(y_n - y_k) = L(x_k - x_n), \quad (9)$$

де G, L - витрати відповідно газу та рідини, кг/с або кмоль/с;

y_k, y_n - початковий та кінцевий вміст компонента, що поглинається, в газовій суміші, % мас. або кмоль/кмоль;

x_k, x_n - кінцевий та початковий вміст компонента в рідині, % мас. або кмоль/кмоль.

З цього рівняння можна визначити витрати L рідкого сорбенту:

$$L = \frac{G(y_n - y_k)}{x_k - x_n}. \quad (10)$$

Питома витрата сорбенту:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{(y_n - y_k)}{x_k - x_n}. \quad (11)$$

Висоту робочої частини абсорбера, в якій безпосередньо відбувається контакт між газом та рідиною, можна розрахувати, виходячи з числа ступенів зміни концентрації n та висоти насадки h , або контактних елементів, необхідних для здійснення одного ступеня зміни концентрації:

$$H = h \cdot n. \quad (12)$$

Кількість ступенів зміни концентрації знаходять графічно побудовою трикутників між робочою та рівноважною лініями абсорбції.

Лінія AB (рисунок 14) - робоча лінія абсорбції, що в координатах x - y показує зміну вмісту цільового компонента в рідкій та газовій фазах для даних умов проведення процесу. Лінія фазової рівноваги OD для ідеальних розчинів, до яких застосовний закон Генрі (розчинність газу прямо пропорційна парціальному тиску газу над рідиною) представляє собою пряму, що описується рівнянням $y = A_p x$, де A - константа фазової рівноваги.

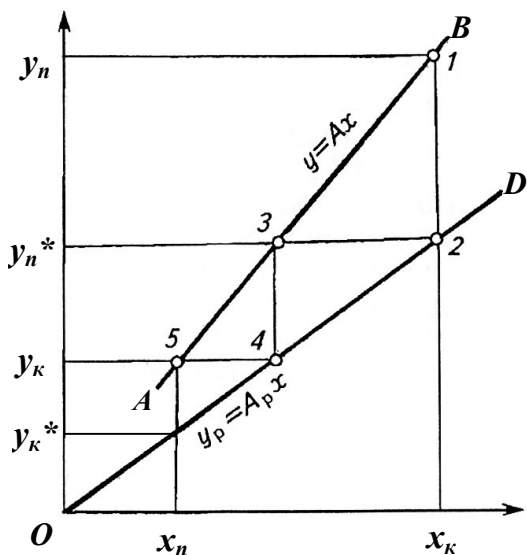


Рисунок 14 – Графічне визначення числа ступіней абсорбції

Відмітимо цифрою 2 точку пересічення перпендикуляра з прямою рівноваги. Провівши горизонталь через точку 2 одержимо значення робочої концентрації y_2 на виході з першої ступені змінення концентрації і точку 3 на робочій лінії. Відрізок прямої між точками 2 і 3 відповідає одній ступені змінення концентрації.

Продовжуючи подібні побудови визначимо необхідне число ступіней змінення концентрації при заданих початковій і кінцевій концентраціях y_n і y_k та питомій витраті сорбенту l .

Для випадків, коли лінії AB та OD можна вважати прямими, кількість ступенів зміни концентрації при абсорбції можна знайти аналітичним шляхом з рівняння :

$$n = \frac{l}{1 - \frac{m}{l}} \ln \frac{(y_n - y_n^*)}{y_k - y_k^*}, \quad (12)$$

де m - коефіцієнт розподілу;

y_n^* і y_k^* - рівноважний вміст компонента, %

Чисельно коефіцієнт розподілу є тангенсом кута нахилу лінії рівноваги до горизонталі:

В реальних умовах лінія фазової рівноваги наближається до прямої при невеликих концентраціях цільового компонента, а в загальному випадку ця лінія є кривою, що будується на основі експериментальних даних.

Відмітимо на робочій лінії точку 1, що відповідає початковій концентрації компонента, який виділяється з газової суміші y_n .

В цьому ж перерізі апарата знаходиться рідина, робочу концентрацію якої знаходимо опустивши перпендикуляр з точки 1 на вісь x .

$$m = \frac{(y_n^* - y_k^*)}{x_k - x_n} = \frac{y_n^*}{x_k}, \quad (13)$$

Висоту насадки, що еквівалентна одному ступеню зміни концентрації, визначають за формулою:

$$h_{oy} = h_y + \frac{m \cdot G}{L} h_x, \text{ або } h_{ox} = h_x + \frac{L}{m \cdot G} h_y, \quad (14)$$

де h_y, h_x - ступені концентрації відповідно в газовій і рідкій фазі, м.

Значення h_y, h_x розраховуються за емпіричними формулами, встановленими для апаратів з певним типом насадок. Наприклад, для нерегулярних насадок використовуються рівняння:

$$h_y = 0,615 d_{ек} \cdot Re_2^{0,345} (Pr'_2)^{0,67}, \quad (15)$$

де $d_{ек}$ - еквівалентний діаметр зрошуваної насадки

Re_2 - критерій Рейнольдса для газу;

Pr'_2 - критерій Прандтля (масообмінний) для газу

$$d_{ек} = 4\varepsilon / \sigma, \quad (16)$$

де ε - вільний об'єм насадки, м³/м³,

σ - площа одиниці об'єму насадки, м²/м³;

Критерій Рейнольдса визначається за формулою:

$$Re_2 = \frac{4w_\phi \cdot \rho_2}{\sigma \cdot \mu_2}, \quad (17)$$

де w_ϕ - швидкість газу, віднесена перерізу колони (фіктивна), м/с;

ρ_2 - густина газу, кг/м³;

μ_2 - коефіцієнт динамічної в'язкості для газу, Па·с

Фіктивна швидкість:

$$w_\phi = w \cdot \varepsilon, \quad (18)$$

де w - дійсна швидкість газу у вільному перерізі насадки, м/с.

Фактична швидкість розраховується за спеціальними методиками.

Ця швидкість повинна забезпечувати найбільш ефективний з точки зору контакту фаз гідродинамічний режим в апараті.

Критерій Прандтля розраховується за виразом:

$$Pr'_2 = \frac{\mu_2}{\rho_2 \cdot D_2}, \quad (19)$$

де D_2 - коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, в газі, м²/с.

Висота одиниці зміни концентрації рідкої фази:

$$h_x = 119 \cdot \delta_{np} \cdot Re_p^{0,25} (Pr_p')^{0,5}. \quad (20)$$

Приведена товщина плівки стікаючої рідини, м:

$$\delta_{np} = \left(\frac{\mu_p^2}{\rho_p^2 \cdot g} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (21)$$

де μ_p - коефіцієнт динамічної в'язкості для рідини, Па·с,

ρ_p - густина рідини, кг/м³;

g - прискорення вільного падіння, $g = 9,81$ м/с²;

Re - критерій Рейнольдса для рідини:

$$Re_p = \frac{4 \cdot L_m}{S \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \mu_p} = \frac{16 \cdot L_m}{\pi \cdot d^2 \sigma \cdot \psi \cdot \mu_p}, \quad (22)$$

де L_m - масова витрата рідини, кг/с,

S - площа поперечного перерізу колони, м²,

ψ - коефіцієнт змоченості насадки;

d - внутрішній діаметр колони абсорбера, м.

Коефіцієнт змоченості знаходиться в межах від 0 до 1 і визначається для різних типів насадок за окремою методикою (в даній роботі для спрощення прийmemo $\psi = 1$),

Критерій Прандтля (масообмінний) для рідини:

$$Pr_p' = \frac{\mu_p}{\rho_p D_p}, \quad (23)$$

де D_p - коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається в рідині, м²/с.

Величини ε , σ , ρ_z , μ_z , ρ_p , μ_p , D_z , D_p знаходяться з довідкової літератури, де вони задаються таблично або визначаються за формулами в залежності від теплофізичних характеристик газу або рідини.

Так, для випадку поглинання газу SO₂ водою з повітря, коефіцієнти дифузії SO₂ в повітрі і воді, в залежності від температури процесу:

$$D_z(t) = \left(\frac{273+t}{273} \right)^{\frac{3}{2}} D_z(0), \quad (24)$$

$$D_p(t) = (1 + 0,02(t - 20)) D_p(20), \quad (25)$$

де $D_z(t)$ і $D_p(t)$ - коефіцієнти дифузії компонента, що поглинається (SO₂) в газі (повітрі) та рідині (воді), при температурі t , °С, м²/с

4 Розрахункова частина

Завдання на розрахунок: Розрахувати насадковий абсорбер для поглинання газу SO₂ водою з повітря при заданій температурі процесу. Масова витрата повітря становить G_m , кг/с, початкова концентрація SO₂ в повітрі y_n %, кінцева y_k %. Початкова концентрація SO₂ у воді становить x_n %, кінцева x_k % (таблиця 4). Процес відбувається в умовах протитоку при температурі t і атмосферному тиску.

Порядок розрахунку:

4.1 Визначається внутрішній діаметр абсорбера.

4.1.1 За таблицю 1 знаходимо густину газу (повітря) ρ_z , кг/м³ при температурі процесу t . Тоді об'ємна витрата повітря $G_{об}$, м³/с:

$$G_{об} = G_m / \rho_z \cdot$$

4.1.2 За таблицю 2 знаходимо швидкість газу w , оптимальну для даної насадки та величину вільного об'єму ε . Тоді фіктивна (віднесена до всього перерізу колони) швидкість повітря, м/с:

$$w_{\phi} = w \cdot \varepsilon \cdot$$

4.1.3 Внутрішній діаметр абсорбера, м:

$$d = 1,128 \sqrt{G_{об} / w_{\phi}} \cdot$$

Приймаємо $d =$ м

4.2 Визначаємо кількість ступенів зміни концентрації.

4.2.1 Визначаємо параметри процесу, що відповідають координатам точок робочої лінії та лінії рівноваги.

За таблицею 3 знаходимо значення рівноважних концентрацій SO₂ в повітрі відповідно до значень концентрацій у воді, причому значення y_n^* знаходять відповідно до значення x_k , а значення y_k^* – до значення x_n . (Слід пам'ятати, що в процесі абсорбції концентрація SO₂ в повітрі зменшується, а в воді збільшується тому $y_n > y_k$, а $x_n < x_k$).

4.2.2 Знаходимо витрату сорбенту (води) в процесі, кг/с:

$$L = \frac{G_M (y_n - y_k)}{x_k - x_n}.$$

4.2.3 Питома витрата сорбенту (води) на одиницю маси повітря:

$$l = L/G_M.$$

4.2.4 Знаходимо коефіцієнт розподілу:

$$m = \frac{y_n^* - y_k^*}{x_k - x_n}.$$

4.2.5 Вважаючи робочу лінію та лінію рівноваги прямими, знаходимо кількість ступенів зміни концентрації:

$$n = \frac{1}{1 - \frac{m}{l}} \ln \frac{y_n - y_n^*}{y_k - y_k^*}.$$

4.3 Визначаємо висоту насадки, еквівалентну одиниці зміни концентрації для газової фази.

4.3.1 За таблицею 2 знаходимо величину питомої площі поверхні на одиницю об'єму для даної насадки: σ , м²/м³.

4.3.2 Знаходимо еквівалентний діаметр для даної насадки, м:

$$d_{ек} = 4\varepsilon/\sigma.$$

4.3.3 Коефіцієнт динамічної в'язкості для повітря μ_z , Па·с (таблиця 1)

4.3.4 Заходимо критерій Рейнольдса для повітря:

$$Re_z = \frac{4w_\phi \cdot \rho_z}{\sigma \cdot \mu_z}.$$

4.3.5 Коефіцієнт дифузії SO₂ в повітрі при температурі процесу t :

$$D_z(t) = \left(\frac{273 + t}{273} \right)^{\frac{3}{2}} D_z(0).$$

де $D_z(0) = 1,03 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$.

4.3.6 Критерій Прандтля (масообмінний) для рідини:

$$Pr'_2 = \frac{\mu_z}{\rho_z D_z}$$

4.3.7 Висота одиниці зміни концентрації для газової фази, м:

$$h_y = 0,615 d_{ек} \cdot Re_z^{0,345} (Pr'_2)^{0,67}$$

4.4 Визначаємо висоту насадки, еквівалентну одиниці зміни концентрації для рідкої фази.

4.4.1 За таблицею 1 знаходимо густину та коефіцієнт динамічної в'язкості для рідини (води): ρ_p , кг/м³; μ_p , Па·с.

4.4.2 Знаходимо приведену товщину плівки рідини, що стікає, м:

$$\delta_{np} = \left(\frac{\mu_p^2}{\rho_p \cdot g} \right)^{\frac{1}{3}}$$

4.4.3 Коефіцієнт змоченої поверхні приймаємо: $\psi = 0,5$.

4.4.4 Знаходимо критерій Рейнольдса для рідини:

$$Re_p = \frac{4 \cdot L}{S \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \mu_p} = \frac{16 \cdot L}{\pi \cdot d^2 \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \mu_p}$$

4.4.5 Коефіцієнт дифузії SO₂ (м²/с) в рідині при температурі процесу t :

$$D_p(t) = (1 + 0,02(t - 20)) \cdot D_p(20)$$

де $D_p(20) = 1,47 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

4.6 Знаходимо критерій Прандтля (масообмінний) для рідини:

$$Pr'_p = \frac{\mu_p}{\rho_p \cdot D_p}$$

4.7 Висота одиниці зміни концентрації для рідкої фази, м:

$$h_x = 119 \cdot \delta_{np} \cdot Re_p^{0,25} (Pr_p')^{0,5}.$$

5. Знаходимо висоту шару насадки.

5.1 Висота насадки, еквівалентна одному ступеню зміни концентрації:

$$h_{oy} = h_y + \frac{m \cdot G_m}{L} h_x \text{ м.}$$

5.2 Загальна висота насадки:

$$H = h_{oy} \cdot n, \text{ м.}$$

Отримані значення результатів розрахунку оформлюються у виді наступної таблиці

Результати розрахунку

d , м	m	n	L , кг/с	h_x , м	h_y , м	h_{oy} , м	H , м

Таблиця 1 – Фізичні характеристики повітря і води

Температура	Сухе повітря при тиску 735,6 мм рт. ст.		Вода (на лінії насичення)	
	ρ , кг/м ³	$\mu \cdot 10^{-5}$, (Па·с)	ρ , кг/м ³	$\mu \cdot 10^{-3}$, (Па·с)
t , °C				
0	1,252	1,716	1000	1,790
10	1,206	1,775	1000	1,310
20	1,164	1,824	998	1,000
30	1,127	1,873	996	0,804
40	1,092	1,922	992	0,657
50	1,056	1,961	988	0,549
60	1,025	2,010	983	0,470
70	0,996	2,040	978	0,406
80	0,968	2,099	972	0,355
90	0,942	2,157	965	0,315

100	0,916	2,177	958	0,282
-----	-------	-------	-----	-------

Таблиця 2 – Характеристики деяких нерегулярних насадок

Насадка	Матеріал насадки	Діаметр елемента, мм	Товщина елемента, мм	Вільний об'єм, ϵ , м ³ /м	Поверхня на одиницю об'єму, σ , м ² /м	Оптимальна швидкість газу w_B , м/с
Кускові матеріали	Кокс	75		0,5	49	0,55...0,93
		45		0,4	115	0,27
		25		0,45	131	0,15...0,27
	Кварц	50		0,46	62,5	0,52...0,61
		20		0,4	144	0,13
Невпорядковано завантажені кільця	Метал	50	1,5	0,92	98,5	0,73...0,91
		25	1,5	0,86	194	0,58...0,7
		12	0,8	0,87	377	0,3
	Кераміка	75	10	0,72	65,5	0,67...1,25
		50	5	0,79	95	0,73...0,92
		38	5	0,73	125	0,52...0,79
		25	2,5	0,8	184	0,37...0,6
		18	2,5	0,74	236	0,37...0,6
		12	1,5	0,73	377	0,2
		50	6	0,74	92	0,85
	Графіт	25	5	0,66	170	0,46
		12	1,5	0,73	377	0,2

Таблиця 3 – Насичуваність води газом SO₂ і вміст SO₂ у повітрі

Насичуваність води газом SO ₂ , x , % і масовий вміст SO ₂ в повітрі, y , % при температурі води, °С							
20 °		30 °		40 °		50 °	
x	y	x	y	x	y	x	y
0,02	0,1	0,01	0,1	0,004	0,1	0,004	0,1
0,03	0,2	0,02	0,2	0,010	0,2	0,008	0,2
0,05	0,4	0,04	0,4	0,023	0,4	0,017	0,4
0,08	0,6	0,06	0,6	0,035	0,6	0,026	0,6
0,10	0,8	0,07	0,8	0,048	0,8	0,035	0,8
0,13	1,0	0,09	1,0	0,070	1,0	0,050	1,0
0,25	2,0	0,19	2,0	0,14	2,0	0,09	2,0
0,52	4,0	0,35	4,0	0,25	4,0	0,18	4,0
0,78	6,0	0,54	6,0	0,33	6,0	0,26	6,0
1,03	8,0	0,71	8,0	0,5	8,0	0,35	8,0

1,28	10,0	0,89	10,0	0,63	10,0	0,45	10,0
1,53	12,0	1,08	12,0	0,77	12,0	0,54	12,0
1,8	14,0	1,24	14,0	0,88	14,0	0,63	14,0

Таблиця 4 – Вихідні дані до розрахунку по варіантах

Варіант	Масова витрата газу, кг/с	Температура процесу	Масова концентрація, %				Характеристики насадки	
			SO ₂ в повітрі		SO ₂ у воді			
	G _m	t, °C	початкова	кінцева	початкова	кінцева	матеріал	діаметр елемента, мм
			y _n , %	y _k , %	x _n , %	x _k , %		
1	0,29	40	12	0,2	0	0,5	кільця (метал)	25
2	0,34	50	13	0,8	0,017	0,3	кільця (кераміка)	50
3	0,39	30	8	0,25	0,02	0,62	кварц	12...30
4	0,44	40	9	0,12	0	0,33	кільця (кераміка)	18
5	0,49	50	10	0,35	0	0,3	кільця (кераміка)	50
6	0,54	20	11	0,2	0,02	0,52	кільця (кераміка)	38
7	0,59	30	12	0,18	0	0,89	кільця (метал)	12
8	0,64	40	13	0,2	0	0,7	кокс	25...50
9	0,69	50	14	0,6	0,008	0,54	кільця (граніт)	25
10	0,74	20	8	0,35	0	0,52	кільця (кераміка)	75
11	0,79	30	9	0,25	0,01	0,54	кварц	50
12	0,84	40	10	0,4	0,01	0,42	кільця (кераміка)	50
13	0,89	50	11	0,3	0,008	0,45	кільця (графіт)	12
14	0,94	20	12	0,25	0,02	0,9	кільця (кераміка)	25
15	0,99	30	13	0,45	0,01	0,71	кільця (метал)	50
16	1,04	40	14	0,5	0,01	0,5	кокс	75
17	1,09	50	8	0,25	0,008	0,3	кільця (кераміка)	12
18	1,14	20	10	0,15	0	0,9	кільця (метал)	25

19	1,19	30	12	0,25	0	0,71	КІЛЬЦЯ (кераміка)	38
20	0,5	40	14	0,3	0,01	0,77	КОКС	25

5 Порядок оформлення звіту

Звіт розрахункової роботи включає наступні розділи:

- назва практичної роботи.
- мета роботи.
- теоретична частина, в якій наводяться загальні відомості про процес абсорбції і конструкції абсорберів.
- розрахункова частина, в якій приводиться розрахунок абсорбера по варіанту.
- графічна частина, в якій подається розрахункова схема абсорбера з простановкою отриманих розрахунковим шляхом розмірів.
- висновки у виді таблиці результатів розрахованих основних параметрів абсорбера.

6 Контрольні запитання

- 1 В чому сутність процесу абсорбції?
- 2 Які фактори сприяють інтенсивності абсорбції і десорбції?
- 3 Що є рушійною силою процесу абсорбції?
- 4 Застосування абсорбції в харчовій промисловості.
- 5 Які типи абсорберів використовують в промисловості?
- 6 Конструктивні особливості поверхневих абсорберів.
- 7 Конструкції плівкових абсорберів.
- 8 Насадкові абсорбери, типи насадок.
- 9 Конструкції тарілчастих барботажних абсорберів.
- 10 Конструкції розпилюючих абсорберів.
- 11 Абсорбери з механічним перемішуванням.
- 12 Абсорбери з псевдозрідженим шаром.

Рекомендована література

1 Гулий І.С. Обладнання підприємств переробної і харчової промисловості. / І.С. Гулий, М.М. Пушанко, Л.О. Орлов, В.Г. Мирончук та ін. Вінниця.: Нова книга. 2001. – 576 с.

2 Мирончук В.Г. Розрахунок обладнання підприємств переробної і харчової промисловості. / В.Г. Мирончук, Л.О. Орлов, Л.О. Пушанко та ін. Вінниця.: Нова книга. 2004. – 288 с.

3 Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. / Г.Д. Кавецкий, В.В. Васильев. М.: Колос. 1999. – 551 с.

4 Остриков А.Н. А.А. Практикум по курсу „Технологическое оборудование“ / А.Н. Остриков, М.Г. Парфенопуло, А.А. Шевцов. Воронеж. гос. технол. акад. – Воронеж.: 1999. – 424 с.

